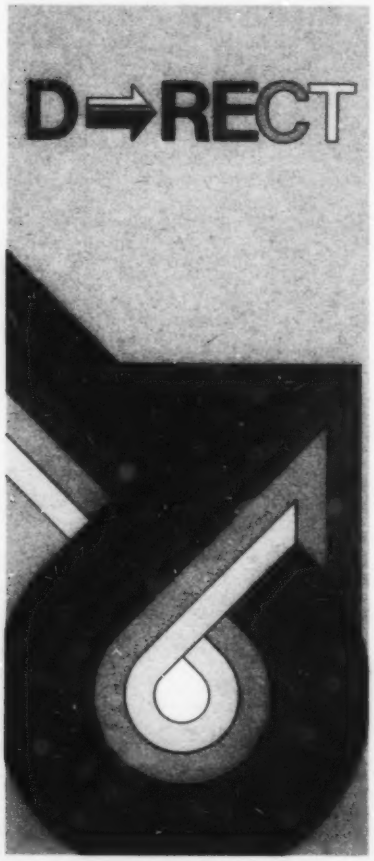
Série de la Protection de l'environnement



Construction et démonstration d'une unité portable de purification et de récupération des produits chimiques ayant servi au traitement du gaz naturel dans l'industrie pétrolière

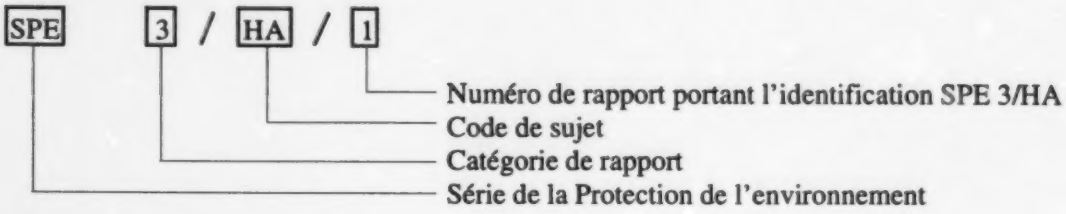
Rapport SPE 3/PN/1
Septembre 1992

Canada

Environnement Canada Environment Canada

SÉRIE DE LA PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

Exemple de numérotation :



Catégories

1 Règlements/Lignes directrices/ Codes de pratiques
2 Évaluation des problèmes et options de contrôle
3 Recherche et développement technologique
4 Revues de la documentation
5 Inventaires, examens et enquêtes
6 Évaluations des impacts sociaux, économiques et environnementaux
7 Surveillance
8 Propositions, analyses et énoncés de principes généraux
9 Guides

Sujets

AG Agriculture
AN Technologie anaérobie
AP Polluants atmosphériques
AT Toxicité aquatique
CC Produits chimiques commerciaux
CE Consommateurs et environnement
CI Industries chimiques
FA Activités fédérales
FP Traitement des aliments
HA Déchets dangereux
IC Chimie inorganique
MA Pollution marine
MM Exploitation minière et traitement des minéraux
NR Régions du Nord et rurales
PF Papier et fibres
PG Production d'électricité
PN Pétrole et gaz naturel
RA Réfrigération et climatisation
RM Méthodes de référence
SF Traitements de surface
SP Déversements de pétrole et de produits chimiques
SRM Méthodes de référence normalisées
TS Systèmes de transport
TX Textiles
UP Pollution urbaine
WP Protection/préservation du bois

Des sujets et des codes additionnels sont ajoutés au besoin. On peut obtenir une liste des publications de la SPE en s'adressant aux Publications de la Protection de l'environnement, Conservation et Protection, Environnement Canada, Ottawa (Ontario) K1A 0H3.

Printed on recycled paper

Imprimé sur du papier recyclé

93-00590/

Construction et démonstration d'une unité portable de purification et de récupération des produits chimiques ayant servi au traitement du gaz naturel dans l'industrie pétrolière

par

T. Beasley et D. Merritt
Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

pour la

Direction du développement technologique
Protection de l'environnement
Conservation et Protection
Environnement Canada

Ce projet a été réalisé en vertu du Programme de création et de démonstration de techniques de conservation des ressources et de l'énergie.

Rapport SPE 3/PN/1
Septembre 1992

DONNÉES DE CATALOGAGE AVANT PUBLICATION (CANADA)

Beasley, T.

Construction et démonstration d'une unité portable
de purification et de récupération des produits
chimiques ayant servi au traitement du gaz naturel
dans l'industrie pétrolière

(Rapport : SPE 3/PN/1)
Publ. aussi en anglais sous le titre: Construction
and demonstration of a portable chemical processing
unit for purifying and recovering waste gas treating
chemicals from the petroleum industry.
Comprend un résumé en anglais.
Comprend des références bibliographiques.
ISBN 0-662-977/94-7
N° de cat. MAS En49-28/3-1F

1. Effluents gazeux. 2. Pétrole -- Déchets.
I. Merritt, D. II. Canada. Direction du développement
technologique. III. Canada. Environnement Canada.
IV. Titre. V. Coll.: Rapport
(Canada. Environnement Canada) ; SPE 3/PN/1.

TD899.P4B42 1992 665.5'389 C92-099767-8

©Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1992
No de catalogue En 49-28/3-1F
ISBN 0-662-977/94-7
IMPRIMERIE BEAUREGARD LIMITÉE

Avis de révision

Ce rapport a été revu par la Direction du développement technologique d'Environnement Canada, qui en a approuvé la publication. Cette approbation ne signifie pas nécessairement que le contenu reflète les vues et les politiques d'Environnement Canada. La mention de noms de commerce ou de produits commerciaux ne constitue ni une recommandation ni une approbation de leur utilisation.

Commentaires

Pour formuler des commentaires sur la teneur du présent rapport, s'adresser au :

Gestionnaire du programme DRECT
Direction du développement technologique
Conservation et Protection
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A OH3

This report is also available in English under the title *Construction and Demonstration of a Portable Chemical Processing Unit for Purifying and Recovering Waste Gas Treating Chemicals from the Petroleum Industry*. Please contact:

Environmental Protection Publications
Technology Development Branch
Conservation and Protection
Environment Canada
Ottawa, Ontario
K1A OH3

Résumé

Les sociétés qui s'occupent de traiter le gaz naturel font souvent face à des problèmes liés à l'accumulation d'impuretés dans les produits chimiques utilisés pour débarrasser le gaz de la vapeur d'eau et des gaz acides qu'il contient, comme l'hydrogène sulfuré ou le dioxyde de carbone. Des substances présentes dans le gaz pendant le traitement ou des produits de dégradation résultant de réactions chimiques dans le produit de traitement en circulation sont à l'origine de ces impuretés.

Après avoir cherché diverses solutions de rechange, nous avons mis au point un nouveau procédé permettant de purifier les produits chimiques utilisés pour traiter le gaz naturel; ce procédé fait appel à la distillation sous vide poussé dans des conditions de débit et de température éliminant tout risque de dégradation ultérieure. Ce procédé permet de purifier efficacement les produits de traitement, au point qu'on peut ensuite les réutiliser, dans le procédé de traitement, comme produits d'appoint ou encore comme produits vierges.

Dans ce procédé, une petite quantité de gaz naturel est consommée pour produire la chaleur nécessaire à la distillation. On réalise néanmoins des économies d'énergie en raison de la fabrication de quantités moindres de produits chimiques de traitement et de l'incinération de quantités réduites de produits chimiques usés. Les économies d'énergie ainsi réalisées sont appréciables.

Abstract

Gas processors are frequently faced with problems associated with accumulated impurities in gas-treating chemicals which are used to remove water vapour and acid gases such as hydrogen sulphide or carbon dioxide. These impurities come from materials present in the gas being treated and from degradation products which are produced by chemical reactions in the treating chemical as it is circulated.

After researching various alternatives, a new process has been developed for purification of gas-treating chemicals employing high vacuum distillation under conditions of flow and temperature such that no risk of further degradation is allowed. This process effectively purifies the treatment chemicals to such a level that they can be used as makeup or fresh chemical in the gas-treating process.

This process uses a small amount of natural gas as fuel to effect the distillation. Energy savings are realized, however, through reduced production requirements for virgin gas treatment chemicals and reduced requirements for incineration of the spent chemicals. The result is substantial energy savings.

Table des matières

Résumé v
Abstract vi
Liste des figures viii
Liste des tableaux viii
Remerciements ix

Section 1
Introduction 1

Section 2
L'industrie du traitement et de la transformation du gaz . . 2
2.1 Procédés de traitement 2
2.2 Produits chimiques utilisés pour le traitement 2

Section 3
Autres méthodes d'élimination 5

Section 4
Économies d'énergie possibles par refabrication 6

Section 5
Recherche-développement 7
5.1 Prototype 7
5.2 Description de l'usine 8

Section 6
Expériences de traitement réalisées avec le prototype 13
6.1 Modes de fonctionnement 13
6.2 Marché futur prévu 13

Section 7
Résultats des essais de rendement 16
7.1 Évaluation du rendement de l'usine et de l'équipement 16
7.2 Problèmes de fonctionnement de l'unité 19
7.3 Mesure de l'incidence sur l'environnement 20
7.3.1 Émissions gazeuses 20
7.3.2 Émissions liquides 20
7.4 Travaux et développement futurs 21

Section 8
Conclusions 22

Références 23

Annexe
Analyses en laboratoire réalisées dans le cadre des essais de rendement 25

Liste des figures

1 Séparateur vapeur-liquide (appareil de distillation V-1) 9

2 Schéma de fonctionnement 10

3 Réchauffeur alimenté au gaz naturel (H-1) 12

Liste des tableaux

1 Liste des expériences de traitement 14

2 Produits chimiques sur le marché 15

3 Paramètres des essais de rendement 17

4 Exigences relatives à l'air ambiant 20

Remerciements

Nous tenons à remercier Environnement Canada pour l'aide financière qu'il nous a accordée dans le cadre du Programme de création et de démonstration de techniques de conservation des ressources et de l'énergie (DRECT). L'effet incitatif de cette aide a constitué un facteur important lorsque nous avons décidé d'entreprendre ces travaux. De plus, une évaluation technique complète et détaillée du procédé et des diverses pièces d'équipement a dû être effectuée, en raison des essais de traitement et des analyses de laboratoire correspondantes qui étaient exigés en vertu du contrat de subvention.

Nous tenons aussi à remercier le gestionnaire du Programme DRECT qui a fourni collaboration et assistance tout au long de l'exécution du contrat.

Section 1

Introduction

Dans les usines de traitement des gaz, on utilise normalement des solutions de glycol pour déshydrater le gaz naturel, et des solutions d'amine pour éliminer les gaz acides comme le dioxyde de carbone (CO_2) et l'hydrogène sulfuré (H_2S). Des contaminants s'accumulent fréquemment avec le temps dans ces solutions, ce qui diminue leur efficacité.

Lorsque la quantité de contaminants accumulés rend la solution inutilisable et qu'on ne peut plus appliquer de mesures correctives, comme l'addition de produit chimique frais ou d'une substance caustique, il faut enlever la solution usée, qui est éliminée, et la remplacer par une solution vierge.

Ces solutions usées sont classées comme des substances dangereuses et doivent être éliminées suivant une méthode appropriée. En Alberta, ces solutions sont transportées à Swan Hills où elles sont éliminées.

Le principal objectif du projet était de mettre au point et de démontrer une nouvelle technologie qui permette à l'industrie pétrolière de régénérer de façon économique ses déchets de traitement des gaz, d'en réduire le volume total et d'économiser l'énergie nécessaire à la fabrication et à l'élimination des produits utilisés dans les procédés.

La technologie proposée a été jugée rentable sur le plan commercial, car le projet a permis d'atteindre les objectifs suivants :

1) Démontrer que la technologie peut récupérer de 90 à 95 % de trois produits chimiques utilisés pour le traitement du gaz (soit un glycol, une amine et un sulfinol ou sulfolane).

2) Démontrer qu'elle peut éliminer de 90 à 95 % des contaminants décelés dans les produits de traitement usés.

3) Démontrer que les produits récupérés sont commercialisables.

4) Démontrer qu'il est possible de contenir et d'éliminer les déchets du procédé de récupération d'une manière acceptable pour l'environnement.

5) Confirmer que la nouvelle technologie peut être utilisée dans l'industrie pétrolière et qu'elle procure des avantages sur les plans économique, environnemental et énergétique.

Section 2

L'industrie du traitement et de la transformation du gaz

L'industrie canadienne de la production et du traitement du gaz naturel est concentrée en Alberta. Actuellement, on observe dans cette industrie un bon taux de croissance, en raison de l'accord de libre-échange conclu récemment entre le Canada et les États-Unis.

Le gaz naturel sortant du puits contient habituellement, outre des hydrocarbures (principalement du méthane), certains constituants comme de la vapeur d'eau et diverses espèces sulfurées, particulièrement l'hydrogène sulfuré. La présence de ces contaminants dans le gaz vendu au grand public est inacceptable.

La vapeur d'eau forme des hydrates de gaz solides (par une combinaison physique complexe d'eau et d'hydrocarbures) à une température et à une pression réduites. Il faut donc éliminer la vapeur d'eau du gaz naturel destiné à être vendu aux consommateurs pour éviter la précipitation d'hydrates de gaz dans les canalisations et le matériel.

Les gaz acides sont corrosifs; de plus, les composés sulfurés sont toxiques. Il faut également éliminer ces constituants du gaz naturel vendu aux consommateurs pour respecter les critères relatifs à la sécurité et à la corrosion.

2.1 Procédés de traitement

La vapeur d'eau est éliminée du gaz naturel par passage dans des unités de déshydratation où un absorbant physique (constitué d'une solution d'un composé de la famille de l'éthylèneglycol) est mis en contact avec le gaz naturel dans des plateaux contacteurs vapeur-liquide. Il ne s'agit pas d'une réaction chimique, mais plutôt d'un processus physique au cours duquel le glycol dissout la vapeur d'eau. Le glycol renfermant l'eau dissoute est régénéré par épuration à la vapeur. La vapeur d'eau est extraite et le glycol régénéré est retourné dans l'unité d'absorption.

Les constituants acides du gaz naturel sont éliminés dans une unité de traitement dans laquelle une solution d'un composé aminé est mise en contact avec le gaz naturel dans une colonne dotée de plateaux contacteurs vapeur-liquide. L'amine, qui peut appartenir à n'importe lequel des groupes chimiques décrits dans la section suivante, est une base faible qui réagit avec le gaz acide dans le contacteur. Le composé chimique obtenu par combinaison du soufre (normalement sous forme d'hydrogène sulfuré) ou du dioxyde de carbone avec l'amine peut être régénéré par épuration à la vapeur. Au cours de la régénération, le gaz acide est retiré de la solution d'amine dans le régénérateur et l'amine régénérée est retournée dans l'unité d'absorption.

2.2 Produits chimiques utilisés pour le traitement

Parmi les produits chimiques couramment utilisés pour le traitement du gaz naturel, on compte l'éthylèneglycol (EG), le diéthylèneglycol (DEG), le triéthylèneglycol (TEG), la monoéthanolamine (MEA), la diéthanolamine (DEA), le sulfinol et la méthyldiéthanolamine (MDEA). À chacun de ces produits chimiques correspond un

groupe particulier de produits de dégradation; de plus, chaque lot de gaz traité peut renfermer des contaminants différents qui risquent d'être laissés dans la solution de traitement.

Chaque produit chimique utilisé pour le traitement est thermosensible et possède une limite de température au-dessus de laquelle il commence à se décomposer. Ces températures limites varient selon le produit, mais elles se situent toutes aux environs de 205 °C.

Le faible point d'ébullition de la monoéthanolamine dans l'atmosphère permet d'utiliser les unités classiques de récupération à une pression légèrement plus élevée que la pression atmosphérique, sans risquer d'atteindre la température limite inférieure. Pour cette raison, ce solvant ne présente pas normalement le même problème d'élimination que les autres produits à point d'ébullition plus élevé.

Tous les autres produits chimiques utilisés pour le traitement du gaz naturel (DEA, EG, DEG, TEG, MDEA et sulfinol) possèdent un point d'ébullition élevé. Ils se décomposent lorsqu'ils sont distillés dans un récupérateur à la pression atmosphérique. Certains récupérateurs ont été conçus et installés pour traiter ces produits chimiques, mais ils n'ont pas, en général, été utilisés avec succès et ont donc été abandonnés.

La caractérisation des nombreux produits de dégradation obtenus par décomposition partielle des produits de traitement est une tâche difficile. Les produits aminés, généralement obtenus par réaction du produit de traitement avec le dioxyde de carbone (CO_2), forment des composés appartenant à diverses familles d'oxazolidones et de pipérazines ainsi qu'à d'autres familles non définies de composés azotés qui, normalement, sont chimiquement inactifs (Polderman et Steele, 1956; Kennard et Meisen, 1980; Kim, 1988).

Il est plus facile de reconnaître, dans les produits de traitement, les impuretés présentes au départ dans le gaz ou produites par réaction entre le gaz et les canalisations et le matériel en acier dans l'usine. Ces impuretés comprennent du sel, des asphaltènes, du sable, de l'huile et de la graisse, des solides en suspension et de fines particules de sulfure de fer. De plus, le pH de la solution en circulation peut être modifié.

En présence de thiosulfates ou de cyanures, il y a formation de thiosulfates ou de thiocyanates d'amine. Ces substances sont des sels thermostables et, contrairement à l'amine pure, elles ne peuvent être régénérées par chauffage et épuration à la vapeur. Bien qu'elles n'absorbent pas les espèces acides présentes dans le gaz, elles éliminent de la solution une certaine partie de l'amine active. L'addition de soude caustique ou de cendre de soude permet de «libérer» l'amine combinée, mais elle entraîne dans la solution en circulation une augmentation de la quantité totale de produits chimiques et, ainsi, un accroissement de la viscosité, ce qui nuit au processus d'absorption.

À mesure qu'augmente la teneur en impuretés de la solution de traitement, il peut y avoir formation de mousse, corrosion ou encore baisse de l'efficacité du procédé d'élimination de l'eau ou des constituants acides.

La présence d'huile et de graisse et de fines particules de sulfure de fer favorise la formation de mousse. Normalement, on peut éliminer cette mousse en ajoutant des antimousses tels que des silicones. Cette

mesure peut devenir coûteuse, mais il ne faut pas normalement, dans ce cas, fermer l'usine pour enlever la solution de produit chimique.

Les produits de dégradation appartenant à la famille des amines constituent, soupçonne-t-on, une source de corrosion dans les usines de traitement du gaz. Bien que les spécialistes dans le domaine ne s'entendent pas à cet égard (Schmeal *et al.*, 1978; Blanc *et al.*, 1982; Chakma et Meisen, 1986), il est évident que le risque de corrosion augmente à mesure que s'accroît la concentration des produits de dégradation. La fissuration par corrosion sous contrainte constitue une deuxième source de corrosion, plus certaine. Il y a fissuration sous contrainte dans les systèmes contenant de l'acier austénitique, en présence d'une teneur importante en sel (chlorure de sodium, NaCl). Il peut être nécessaire, en présence de concentrations élevées de sel (supérieures à 200 - 400 ppm), de fermer l'usine et de remplacer les produits chimiques pour éviter toute défaillance importante résultant d'une fissuration par corrosion sous contrainte.

Une baisse de la capacité d'absorption accompagnée d'une augmentation de la viscosité se traduit par une diminution de la capacité globale de la solution de traitement. Il faut, à ce point, ajouter du produit chimique pur à la solution, augmenter la vitesse de circulation ou combiner ces deux mesures. Toutefois, l'addition de produit chimique pur dans une solution dont la viscosité est déjà accrue par la présence de contaminants augmente encore plus la viscosité tout en réduisant la capacité de pompage. On peut se retrouver dans un cercle vicieux où la diminution de la capacité ne peut être évitée. Si la situation se détériore au point que le traitement n'est vraiment plus efficace, il faut éliminer la solution de produit chimique, purger le circuit et ajouter une nouvelle solution.

Section 3

Autres méthodes d'élimination

Devant la sensibilisation de plus en plus grande du public à l'égard des déchets potentiellement dangereux, le choix des méthodes d'élimination des produits ayant servi au traitement du gaz naturel est de plus en plus restreint. Les lois fédérales et provinciales régissant la gestion et l'élimination des déchets ont rendu plus difficile et plus coûteuse l'élimination des solutions usées de traitement du gaz.

Dans le passé, les produits chimiques usés étaient probablement jetés dans des endroits isolés ou dans des décharges, pompés dans des puits d'élimination ou déversés dans des bassins où on les laissait se dégrader naturellement. L'installation d'élimination des déchets dangereux de Swan Hills (Alberta) constitue un exemple de méthodes d'élimination plus récentes et aussi beaucoup plus coûteuses.

Dans un système de récupération déjà utilisé depuis un certain temps, on se sert de charbon actif pour éliminer les impuretés contenues dans les produits chimiques ayant servi au traitement du gaz naturel. Ce système, bien qu'efficace, est aussi très coûteux.

La Canadian Chemical Reclaiming Ltd. offre une nouvelle solution aux exploitants d'usines de traitement de gaz naturel. Cette société a, il y a déjà plus de deux ans de cela, entrepris une étude en vue de trouver une solution à ce problème d'élimination. Elle a étudié les divers contaminants contenus dans les produits de traitement et elle a examiné divers systèmes de purification. Des modèles des schémas de procédé ont été élaborés, et un laboratoire a été mis sur pied en vue de procéder aux essais et aux évaluations.

Le but de ces travaux était de mettre au point un procédé permettant d'éliminer économiquement des proportions élevées des contaminants décelés.

L'unité portable maintenant en service est le résultat de ces travaux de mise au point. Elle comprend un système de distillation sous vide permettant d'éliminer les impuretés sans soumettre les produits de traitement aux températures élevées qui en provoqueraient la décomposition. Une demande de brevet a été présentée pour ce concept innovateur. Comme il s'agit d'une unité portable, les produits chimiques usés peuvent être traités à l'emplacement même de l'usine de gaz naturel.

L'unité portable permet de réduire le volume de déchets à une fraction du volume de la solution contaminée initiale; de 90 à 97 % de la solution peut être retournée à l'usine où elle sera réutilisée dans le procédé de traitement.

Section 4

Économies d'énergie possibles par refabrication

Un examen préliminaire du marché des produits chimiques usés ayant servi au traitement du gaz naturel révèle qu'il faudrait en retraiter au moins 1 818 436 L (400 000 gallons) chaque année. L'unité portable peut traiter cette quantité de produits usés à raison de seulement huit heures par jour et cinq jours par semaine, en moyenne. Comme l'unité a été conçue pour fonctionner 24 heures sur 24, sept jours par semaine, elle peut refabriquer une quantité beaucoup plus grande de produits chimiques usés.

On peut estimer les économies d'énergie possibles à partir du chiffre de 1 818 436 L (400 000 gallons) par an. Dans cette estimation, on suppose que l'éthylèneglycol est le seul produit traité. Voici les estimations pour l'éthylèneglycol :

1) Énergie nécessaire à la fabrication (Union Carbide, Dow) : 16 282 kJ/kg (7 000 Btu/lb)

2) Énergie nécessaire à la destruction (élimination des déchets à Swan Hills) : 46 520 kJ/kg (20 000 Btu/lb)

3) Énergie nécessaire à la refabrication (Canadian Chemical Reclaiming) : 2 791 kJ/kg (1 200 Btu/lb)

Deux méthodes fondamentales d'élimination sont envisagées :

a) Expédier les produits chimiques usés à Swan Hills et se procurer du glycol pur auprès du fabricant.

Énergie = 16 282 kJ/kg (achat) + 46 520 kJ/kg (Swan Hills)
= 62 802 kJ/kg (27 000 Btu/lb) pour éliminer et remplacer les produits

b) Refabriquer les produits chimiques usés avec des pertes d'au plus 10 % du produit traité. Les produits correspondant à ces pertes doivent être expédiés à Swan Hills et être remplacés par l'achat d'autres produits auprès du fabricant.

Énergie = 2 791 kJ/kg (refabrication) + (0,1) 16 282 kJ/kg (achat) + (0,1) 46 520 kJ/kg (Swan Hills)
= 9 071 kJ/kg (3 900 Btu/lb)

En comparant les points *a*) et *b*), on constate que l'énergie économisée en procédant par refabrication est de :

62 802 kJ/kg - 9 071 kJ/kg = 53 731 kJ/kg (23 100 Btu/lb)

Avec un marché d'au moins 1 818 436 L (400 000 gallons) par année, les économies d'énergie se chiffreraient à $97\,482 \times 10^6$ kJ ($92\,400 \times 10^6$ Btu) annuellement, sans compter l'élimination des frais de transport des déchets de l'usine de traitement jusqu'à Swan Hills, qui ne sont pas compris dans les estimations ci-dessus.

Section 5

Recherche-développement

Avant d'arrêter leur choix sur un schéma de procédé, les fondateurs de la Canadian Chemical Reclaiming Ltd. ont examiné d'autres systèmes de traitement qui permettraient de récupérer et de purifier les produits chimiques ayant servi au traitement du gaz naturel.

Dès le début des travaux de recherche, le risque de décomposition du produit chimique à une température excessive a constitué un problème important qu'on a tenté de résoudre.

Une étude des autres méthodes a révélé que la distillation sous un vide poussé constituait la méthode de récupération la plus prometteuse. En 1987, on a construit une petite unité pilote à l'échelle de laboratoire afin de confirmer que ce procédé pouvait être appliqué et d'obtenir plus de données en vue de la conception d'un prototype. Cette unité pilote devait fonctionner en discontinu (c.-à-d. par lots) sous un vide d'environ 0,81 kPa (24 po Hg); la chaleur était fournie par un bec Bunsen, la condensation était assurée par échange de chaleur avec l'eau et toutes les opérations étaient effectuées dans un équipement en verre. Dans cette unité pilote de laboratoire, la température du procédé était limitée à au plus 205 °C (400 °F).

Selon des études de marché menées auprès des principaux exploitants d'usines de traitement de gaz naturel, ce sont la DEA et le triéthylèneglycol qui constitueraient probablement les principaux produits chimiques à retraiter. Les produits chimiques évalués dans l'unité pilote de laboratoire comprenaient la DEA, l'éthylèneglycol et le triéthylèneglycol. L'unité pilote a été exploitée pendant environ un an; elle a permis de confirmer que le concept était rentable, tant sur le plan physique que sur le plan économique, et qu'un prototype pouvait être mis au point.

5.1 Prototype

L'étude à l'échelle de laboratoire a donné de bons résultats, et on a pris la décision de concevoir un prototype à l'échelle réelle. Afin de mieux servir les exploitants d'usines de traitement de gaz naturel, on a choisi, comme principal objectif, de concevoir et de construire une unité portable qui pourrait être montée et transportée sur une remorque ordinaire. La taille de l'unité et les procédés qu'elle permettrait d'appliquer étaient donc limités par les restrictions et le gabarit imposés par Transports Canada (c.-à-d. hauteur ≈ 4,9 m (≈ 16 pi), largeur ≈ 2,6 m (≈ 8 pi 6 po) et longueur ≈ 12,8 m (≈ 42 pi)). Bien que la faisabilité ait été confirmée avec le prototype détaillé final, de nombreuses caractéristiques techniques et de fonctionnement ont été imposées par les tailles prescrites.

Pour ce qui est du procédé, il s'agissait principalement de chauffer et de vaporiser les produits chimiques usés sans les exposer à des températures excessives ni les maintenir longtemps à des températures élevées. Comme nous l'avons déjà mentionné, les produits chimiques retenus pour la conception de l'unité ont tous tendance à se dégrader ou à se décomposer lorsqu'ils sont exposés à une température

d'environ 205 °C (400 °F). Il a donc fallu repérer et vérifier les étapes critiques, par exemple la régulation de la température dans l'ensemble du fluide, la régulation de la vitesse d'écoulement dans les sections à température élevée, et la régulation du temps de séjour dans les zones à température élevée.

Pour porter la charge d'alimentation à la température voulue, les solutions introduites dans l'unité sont mélangées directement avec de grands volumes de solutions recyclées chaudes. De plus, la capacité de l'unité portable étant limitée par la taille de la remorque, le recyclage des solutions traitées constitue un aspect essentiel de la régulation du temps de séjour et de la vitesse d'écoulement pendant les diverses étapes du procédé.

Le débit nominal de recyclage est d'environ 40 fois supérieur au débit de la charge d'alimentation et est limité uniquement par la taille des tubes [7,6 cm (3 po), calibre 80] et la puissance de la pompe assurant la recirculation des produits. Avec ce concept, il faut un mélangeur efficace et un séparateur vapeur-liquide de capacité élevée.

On a conçu pour l'unité un mélangeur compact monté directement sur le circuit. On a aussi conçu un séparateur vapeur-liquide (appareil de distillation V-1) dont les éléments internes permettent d'optimiser la vitesse d'écoulement et la force centrifuge. La matière vaporisée est le produit recyclé, tandis que le liquide est constitué des déchets denses qui étaient présents dans la solution d'alimentation (figure 1).

Le réchauffeur de l'appareil de distillation est de conception quelque peu inhabituelle, le transfert de chaleur ne se faisant que par convection. De cette façon, les tubes exposés à la chaleur ne «voient» pas la flamme, ce qui élimine le risque de coups de feu. Le réchauffeur a aussi été conçu de façon à être alimenté avec 100 %, ou même plus, d'air de combustion, afin d'assurer que les gaz n'atteignent pas une température supérieure à 1 093 °C (2 000 °F) et que leur débit puisse être réglé dans différentes conditions de fonctionnement.

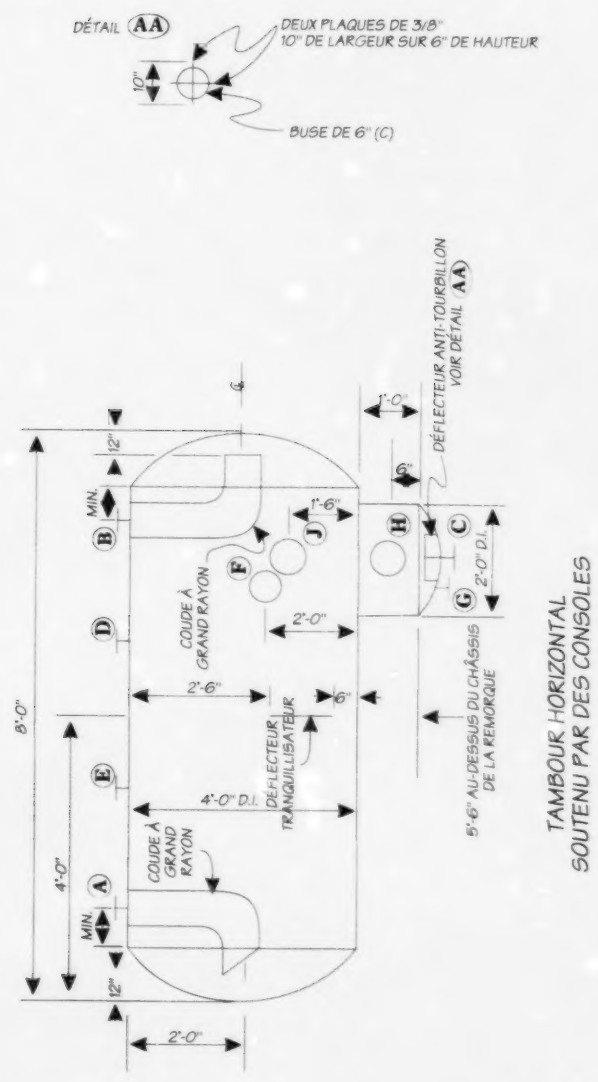
La corrosion est un autre facteur important dont on a tenu compte lors de la conception de l'unité et de la sélection de l'équipement. Les unités servant à la refabrication des solutions d'amine sont sujettes, on le sait bien, à des problèmes de corrosion, et certaines impuretés, comme le sel présent dans les solutions de glycol, peuvent aussi être à l'origine d'un grave problème de corrosion. De plus, on s'inquiétait beaucoup des coûts élevés qu'entraînerait certainement l'utilisation d'un acier fortement allié pour la fabrication des tuyaux et de l'équipement. Nous avons effectué une étude détaillée des articles publiés sur la corrosion et des normes de la National Association of Corrosion Engineers (NACE). Au terme de cette étude, nous avons choisi l'acier au carbone non allié, soumis à un traitement complet de stabilisation dans les cas d'exposition à des températures plus élevées ou à de plus grandes concentrations de produits chimiques. De plus, dans les cas où l'on prévoit un taux élevé de corrosion, comme dans les tubes du réchauffeur de l'appareil de distillation, l'épaisseur des parois est supérieure à l'épaisseur nécessaire pour satisfaire aux exigences de résistance mécanique. Toutes les roues de pompe sont en fonte, et toutes les pompes sont munies de garnitures mécaniques.

5.2 Description de l'usine

On trouve à la figure 2 un schéma de fonctionnement de l'unité, dont les divers éléments sont décrits ci-après.

FICHE DE DONNÉES SUR LE CONTENANT

Numéro d'identification *V-1* Nom *APPAREIL DE DISTILLATION*



Conditions de régime
Intérieur *14.0* lb/po^2 (manométrique) *500* °F
Extérieur *14.7* lb/po^2 (manométrique) *500* °F

Conditions de fonctionnement
Partie supérieure *2* lb/po^2 (absolue) *360* °F
Partie inférieure lb/po^2 (manométrique) °F

Spécifications du matériel
REMARQUE: TRAITEMENT COMPLET DE STABILISATION
Enveloppe *ACIER AU CARBONE* Têtes *ACIER AU CARBONE*
Plateaux *ACIER AU CARBONE* Éléments internes *ACIER AU CARBONE*

Surépaisseur pour corrosion
Enveloppe *1/4"* Têtes *1/4"* Éléments internes *1/4"*

RACCORDS

Marque	Taille	Valeur nominale	Service
A	*8"*		*ENTRÉE VAPEUR/ LIQUIDE DE E-1*
B	*8"*		*SORTIE VAPEUR VERS E-1*
C	*6"*		*SORTIE LIQUIDE VERS P-3*
D	*2"*		*DISQUE DE RUPTURE ET SOUPAPE DE SURPRESSION*
E	*20"*		*TROU D'HOMME*
F	*3/4"*	*6000#*	*LG-4*
G	*3/4"*	*6000#*	*LG-4*
H	*6"*		*LA HI LO -1*
J	*6"*		*LAH-2*
K			

Temps de séjour-Niveau normal _____ min
Réglage de la hauteur-Intervalle _____ pouces
Temps au débit normal-Intervalle _____ min

DÉBITS	
Entrée (lb/h)	Sortie (lb/h)

Figure 1 Séparateur vapeur-liquide (appareil de distillation V-1)

Préchauffeur de la charge d'alimentation (E-1). La charge d'alimentation est introduite dans l'unité à la pression atmosphérique et est préchauffée dans un échangeur de chaleur à calandre (E-1). L'échangeur récupère la chaleur des vapeurs recyclées provenant de l'appareil de distillation et transfère cette énergie à la solution introduite dans le système.

Mélangeur de la charge d'alimentation de l'appareil de distillation (M-1). La charge préchauffée est ensuite mélangée avec les résidus de distillation recirculés qui sont chauffés. On ajoute aussi des produits chimiques à ce moment. Il s'agit ici d'une étape très importante. La charge doit être portée rapidement et précisément à la température de distillation. La vaporisation, pendant cette étape, du produit chimique ayant servi au traitement du gaz naturel permet de séparer et de refroidir ce produit et de lui faire subir un traitement plus poussé.

Séparateur par distillation (V-1). Le mélange constitué de la charge d'alimentation et du produit usé recirculé est introduit dans l'appareil de distillation V-1 où le produit ayant servi au traitement du gaz naturel est physiquement séparé, sous forme de vapeur, des contaminants plus denses. On règle la température et la pression de façon à réaliser la séparation à la température la plus faible possible. Une certaine quantité de produit de traitement doit rester dans le résidu de distillation pour en assurer la fluidité.

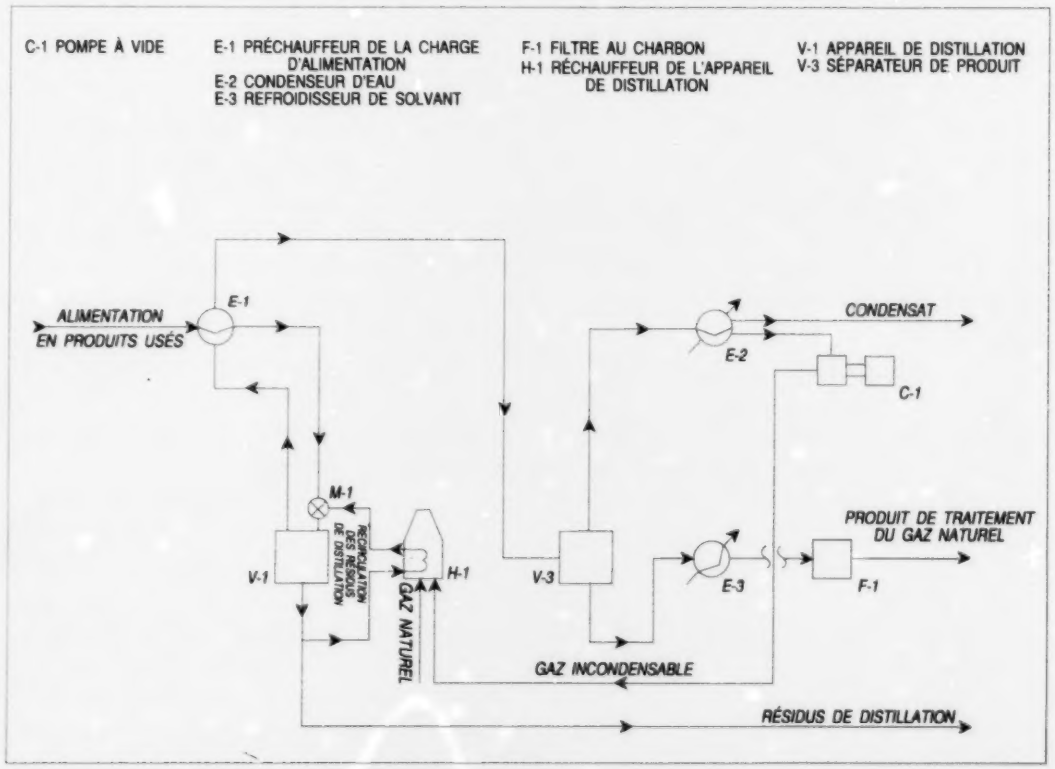


Figure 2 Schéma de fonctionnement

Réchauffeur de l'appareil de distillation (H-1). Le réchauffeur de l'appareil de distillation (H-1), qui est alimenté au gaz naturel, fournit la chaleur nécessaire à la vaporisation du produit chimique. On chauffe brièvement un volume important des résidus de distillation recirculés, afin d'en augmenter la température (figure 3).

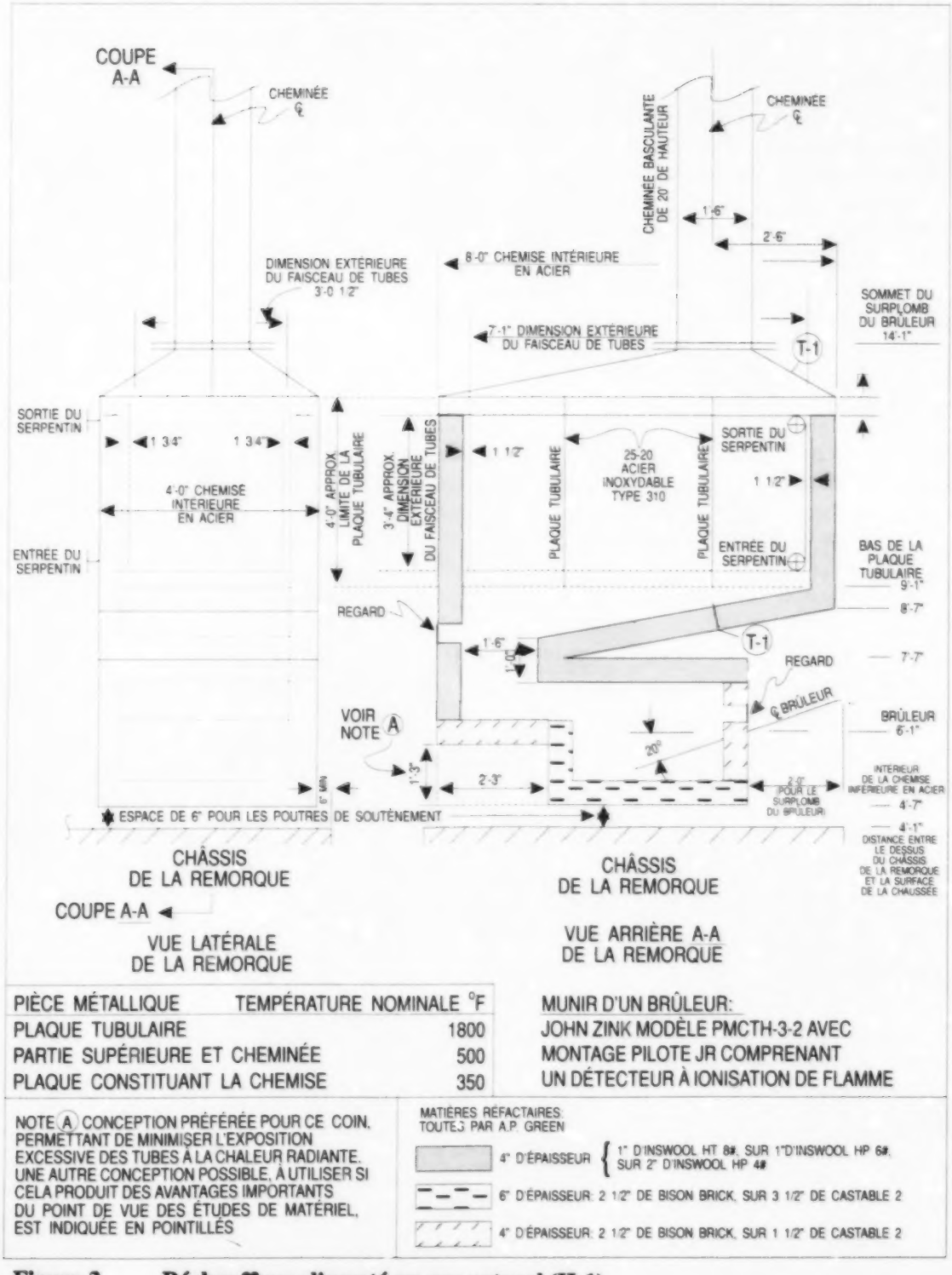
Refroidisseur des vapeurs provenant de l'appareil de distillation (E-1). Les vapeurs provenant de l'appareil de distillation sont acheminées vers un échangeur de chaleur à calandre (E-1) où elles sont refroidies et partiellement condensées par échange avec la charge d'alimentation.

Séparateur de produit (V-3). Le produit qui sort de l'échangeur E-1 est un mélange vapeur-liquide qui est acheminé vers le séparateur de produit V-3, où le produit chimique est séparé sous forme de liquide. Ce liquide est ensuite pompé dans le refroidisseur de produit E-3, puis retourné dans les réservoirs de stockage de l'usine de traitement de gaz naturel.

Les vapeurs provenant du séparateur de produit sont dirigées vers le condenseur d'eau (E-2).

Condenseur d'eau (E-2). Les vapeurs acheminées vers le condenseur d'eau E-2 sont de la vapeur d'eau contenant des traces de produit chimique et une petite quantité d'air provenant de fuites et de gaz dissous qui peuvent entrer dans l'unité. La vapeur est refroidie et condensée par échange avec de l'eau de refroidissement dans l'échangeur de chaleur à calandre E-2. Elle est ensuite séparée à la sortie en condensat liquide et en gaz incondensables.

Pompe à vide (C-1). La pompe à vide C-1 élimine les gaz incondensables provenant de la sortie inférieure du condenseur d'eau, ce qui permet de maintenir un vide poussé dans les parties essentielles de l'unité. La pompe à vide comprime ces gaz jusqu'à une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique avant de les acheminer vers un brûleur spécial dans le réchauffeur de l'appareil de distillation. Cette méthode d'élimination assure la combustion de l'hydrogène sulfuré (H_2S) et des autres gaz nocifs avant le rejet dans l'atmosphère.



PIÈCE MÉTALLIQUE	TEMPÉRATURE NOMINALE °F
PLAQUE TUBULAIRE	1800
PARTIE SUPÉRIEURE ET CHEMINÉE	500
PLAQUE CONSTITUANT LA CHEMISE	350

MUNIR D'UN BRÛLEUR:
JOHN ZINK MODÈLE PMCTH-3-2 AVEC MONTAGE PILOTE JR COMPRENANT UN DÉTECTEUR À IONISATION DE FLAMME

NOTE (A) CONCEPTION PRÉFÉRÉE POUR CE COIN, PERMETTANT DE MINIMISER L'EXPOSITION EXCESSIVE DES TUBES À LA CHALEUR RADIANTE. UNE AUTRE CONCEPTION POSSIBLE, À UTILISER SI CELA PRODUIT DES AVANTAGES IMPORTANTS DU POINT DE VUE DES ÉTUDES DE MATÉRIEL, EST INDIQUÉE EN POINTILLÉS

MATIÈRES RÉFACTAIRES TOUTES PAR A.P. GREEN
- 4" D'ÉPAISSEUR { 1" D'INSWOOL HT 8#, SUR 1"D'INSWOOL HP 6#, SUR 2" D'INSWOOL HP 4#
- 6" D'ÉPAISSEUR: 2 1/2" DE BISON BRICK, SUR 3 1/2" DE CASTABLE 2
- 4" D'ÉPAISSEUR: 2 1/2" DE BISON BRICK, SUR 1 1/2" DE CASTABLE 2

Figure 3 Réchauffeur alimenté au gaz naturel (H-1)

Section 6

Expériences de traitement réalisées avec le prototype

Au cours de la dernière année, nous avons traité des produits ayant servi au traitement du gaz naturel pour le compte d'un nombre assez considérable d'exploitants d'usines de traitement. Parmi les produits traités, on compte la DEA, le triéthylèneglycol, la MDEA et le sulfinol. Le tableau 1 donne l'endroit où les essais ont eu lieu, le produit chimique refabriqué, sa concentration et les principaux contaminants éliminés.

6.1 Modes de fonctionnement

À l'origine, l'unité a été conçue en supposant que l'usine serait fermée puis que les produits chimiques seraient récupérés dans des réservoirs et traités d'un seul coup.

Dans un certain nombre de cas, l'usine est restée en service pendant le traitement des produits chimiques.

6.2 Marché futur prévu

Le succès des opérations effectuées avec le prototype a permis à l'industrie de connaître le procédé de récupération et de prendre conscience des avantages qu'il offre. Les prévisions relatives aux marchés possibles pour cette technologie et ses applications aux produits classiques utilisés pour le traitement du gaz naturel sont encourageantes.

Le traitement de l'éthylèneglycol actuellement employé comme antigel dans les véhicules automobiles et dans d'autres applications comme caloporteur constitue une autre source de revenu. On travaille présentement à la mise au point d'un système de collecte des substances de cette nature.

On trouve au tableau 2 des prévisions sur une période de 12 mois, débutant le 1er mars 1990.

Tableau 1 Liste des expériences de traitement

Date	Endroit	Produit traité	Volume traité (gal.)	Principal contaminant
1988				
Août	Amoco Big Stone	Sulfinol 55 % H_2O	14 000	Sel
Sept.	Chieftain Hight	Sulfinol 50 % H_2O	15 000	Sel
Sept.	Canterra Hussar	EG 28 % H_2O	12 000	Sel
Oct.	Canterra Ram River	DEA 63 % H_2O	29 000	Sels thermostables
Oct.	Chevron Red Deer	EG 50 % H_2O	16 000	Sel et huile
Nov.	Union Carbide Red Deer	TEG 2 % H_2O	7 019	H_2S
Nov.	Northwest Utilities	TEG	4 200	Huile et sel
Nov.	SaskPower Red Deer	TEG 55 % H_2O	6 500	Eau
Déc.	Amoco Vulcan	Sulfinol 58 % H_2O	14 000	HPM Oxazolidone
1989				
Janv.	Mobil Oil Harmattan	Sulfinol 54 % H_2O	14 000	HPM Oxazolidone
Avril	Amoco Vulcan	DEA 68 % H_2O	17 000	Produits de dégradation
Mai	Mobil Oil Carson Creek	MDEA 50 % H_2O	9 000	Sel
Juin	Petro-Canada Greencourt	DEA 65 % H_2O	10 000	Sel
Juin	Amoco Wembly	DEA 70 % H_2O	10 000	Élimination de l'eau
Juill.	Harcross Red Deer	EG 50 % H_2O	12 000	
Juill.	Alt. Energy Red Deer	TEG 20 % H_2O	8 100	Sel et huile
Août	Amerada Min. Red Deer	TEG	5 500	Sel et huile

Tableau 2 Produits chimiques sur le marché

Groupe chimique	Produit chimique	Quantité [L (gal.)]
Amines	DEA	1 035 000 (230 000)
	Sulfinol	1 350 000 (300 000)
	MEA	315 000 (70 000)
	MDEA	450 000 (100 000)
Glycols	Solutions d'éthylène-glycol utilisées comme caloporteur	585 000 (130 000)
	Diéthylèneglycol	90 000 (20 000)
	Triéthylèneglycol	315 000 (70 000)
Volume total prévu		4 140 000 (920 000)

Section 7

Résultats des essais de rendement

Trois essais de rendement ont été effectués : un sur de la DEA, un autre sur de l'éthylèneglycol et enfin un dernier sur du triéthylèneglycol. Ces essais ont été effectués du 6 juin au 6 juillet 1989, du 7 mai au 7 juin 1989 et du 7 juillet au 7 août 1989 respectivement. Le tableau 3 présente les débits, les températures et les pressions au cours de ces essais. Les résultats d'analyse sont donnés en annexe.

Les données du tableau 3 représentent des conditions moyennes pendant les périodes où l'unité fonctionnait de façon stable au débit nominal. Il y a lieu de noter que l'unité a été utilisée avec succès à des débits supérieurs de 20 % au débit nominal.

Au cours du premier essai, qui consistait à traiter une solution de DEA pour le compte de Petro-Canada, l'objectif du client était d'éliminer le sel (NaCl). À partir de la solution d'alimentation qui contenait 40 000 ppm de NaCl, nous avons obtenu un produit qui n'en renfermait que 650 ppm, soit un taux d'élimination supérieur à 98 %. La présence, dans les résidus de distillation, d'une quantité suffisante du produit chimique pour assurer la fluidité et la pompabilité des résidus constitue une exigence dont dépend la perte de produit chimique. Comme les résidus de distillation contenaient environ 55 % en poids de NaCl, il fallait prévoir une perte de DEA légèrement supérieure à 10 %. Le client était très satisfait des résultats obtenus.

Au cours du deuxième essai, où il fallait traiter une solution d'éthylèneglycol pour le compte de la Harcross Chemical, l'objectif du client était d'éliminer l'eau de la solution qui devait être réutilisée dans le procédé de déshydratation. La solution d'alimentation contenait environ 49 % d'eau. Nous avons obtenu un produit qui n'en contenait que 7 %. En outre, plus de 75 % des chlorures et des matières en suspension ont été éliminés. Le client était très satisfait des résultats obtenus.

Au cours du troisième essai, qui consistait à traiter une solution de triéthylèneglycol pour le compte de l'Alberta Energy Corp., l'objectif du client était d'éliminer le sel et l'huile. La solution d'alimentation contenait environ 500 ppm de sel et à peu près 5 ppm d'huile. Nous avons obtenu un produit qui contenait 21 ppm de sel et moins de 1 ppm d'huile. De plus, la teneur en eau a été réduite de 49 à 7,5 %. Le client était très satisfait des résultats obtenus.

7.1 Évaluation du rendement de l'unité et de l'équipement

Les résultats obtenus révèlent que l'unité peut fonctionner efficacement à la capacité nominale, tout en diminuant la concentration des impuretés visées jusqu'à la valeur souhaitée. Dans l'ensemble, il est évident que les objectifs de conception et de fonctionnement de l'unité ont été atteints.

Dans les paragraphes ci-après, nous examinons les différentes pièces d'équipement pour déterminer si chacune a rempli efficacement sa fonction.

Le refroidisseur des vapeurs provenant de l'appareil de distillation (E-1) n'est pas

Tableau 3 Paramètres des essais de rendement

	CHARGE D'ALIMENTATION		
	DEA*	ÉTHYLÈNEGLYCOL**	TRIÉTHYLÈNEGLYCOL***
Concentration (% en poids)	35	50	50
Débit d'alimentation (L/h)	932	892	955
Débit du produit (L/h)	277	364	396
Débit du condensat (L/h)	582	505	473
Débit des déchets (L/h)	73	23	86
Débit du gaz naturel (m^3/h)	36,5	53,8	42,5
TEMPÉRATURES (°C)			
Alimentation vers E-1	27	19	22
Alimentation de E-1	59	61	59
Déchets de V-1	175	109	177
Déchets de F-1	182	121	187
Produit vaporisé vers E-1	166	104	166
Produit de E-1	62	87	69
Vapeur vers E-2	62	87	69
Liquide de E-1	27	29	27
Produit liquide au client	62	54	52
Eau vers E-2	21	22	21
Eau de E-2	30	31	29
H-1 Chambre de combustion	954	1 038	1 010
H-1 Cheminée	316	354	343
PRESSIONS (absolues, en kPa)			
Alimentation vers E-1	51,2	50,2	50,2
Alimentation de E-1	18,7	16,6	18,7
Rejet P-3	203	180	173
Produit vaporisé vers E-1	18,0	15,9	17,6
Produit liquide de P-2	263	270	249
Vapeur vers E-2	14,2	14,5	14,2
Vapeur de E-2	12,5	13,2	13,2
Rejet C-1	101	101	101
Produit liquide au client	166	201	194
Rejet P-4	111	104	118
Rejet P-5	194	187	194
Gaz naturel vers le brûleur	132	145	145

Dates en 1989

* Du 6 juin au 6 juillet
** Du 7 mai au 7 juin
*** Du 7 juillet au 7 août

arrivé à transférer toute la chaleur prévue pendant la campagne d'essais de rendement. On a calculé, au cours de ces essais, que l'échange de chaleur n'était que de 65 à 75 % de l'échange prévu. Il a fallu fournir plus de chaleur à la charge d'alimentation dans le réchauffeur pour compenser la piètre performance de l'échangeur de chaleur. On a compensé ce surplus de chaleur en augmentant la capacité de refroidissement du condenseur.

La conception originale de l'échangeur de chaleur (E-1) constitue une part importante du problème : il aurait probablement fallu prévoir une plus grande surface d'échange. Lorsqu'on construira une autre unité, on compte améliorer la conception en augmentant la surface d'échange. Dans le cas des unités existantes, le coût ainsi que le temps qu'exigerait le remplacement de l'échangeur interdisent une telle amélioration, surtout que l'unité fournit dans l'ensemble un rendement satisfaisant.

Le rendement du **condenseur d'eau (E-2)** était satisfaisant. Ce condenseur ne devient un facteur qui limite la capacité de l'ensemble du système que lorsqu'on traite des charges d'alimentation présentant une teneur élevée en eau (>30 %).

De temps en temps, nous avons acidifié l'eau acheminée vers le condenseur pour prévenir l'entartrage de la calandre de l'échangeur ou pour éliminer tout dépôt de tartre qui s'y était formé.

Nous avons éprouvé certaines difficultés à séparer la vapeur du liquide à la sortie du condenseur. Le plan prévoit l'installation, à la tête de la sortie inférieure, d'une chicane permettant d'obtenir la séparation voulue. L'utilisation d'une sortie plus large ou plus longue dans les unités futures permettrait d'obtenir une meilleure séparation.

Refroidisseur de solvant (E-3). Nous n'avons éprouvé aucune difficulté avec le refroidisseur E-3; en fait, il est souvent possible de faire fonctionner efficacement l'unité sans utiliser le refroidisseur de solvant.

Le **refroidisseur d'eau (E-4)** (petite tour de refroidissement) constitue l'un des éléments clés de l'unité. Nous n'avons éprouvé aucune difficulté avec ce refroidisseur; en fait, il a fonctionné parfaitement et son rendement était excellent.

L'appareil de distillation (V-1) permet de séparer la vapeur du liquide introduit dans l'unité. Ce séparateur a été utilisé à des capacités supérieures à la capacité nominale; les séparations qu'il a permis de réaliser, tout comme la qualité des produits obtenus, étaient satisfaisantes.

Le fonctionnement du **séparateur de produit (V-3)** est moins critique que celui de l'élément V-1. Ce séparateur a donné un rendement entièrement satisfaisant à des capacités supérieures à la capacité nominale.

Le **réchauffeur de l'appareil de distillation (H-1)** assurait la chaleur nécessaire au procédé et, en raison de l'apport insuffisant de chaleur par l'échangeur E-1, a fourni une quantité de chaleur supérieure à la quantité nominale prévue. Ce réchauffeur a été entièrement satisfaisant pour ce qui est du transfert de chaleur et de la chute de pression.

Le **mélangeur (M-1)** chauffait la charge d'alimentation en la mélangeant directement avec une partie du produit recyclé chaud provenant du réchauffeur H-1. Selon toutes les indications obtenues, ce mélangeur a donné le rendement prévu et a fonctionné de façon satisfaisante.

Pompe à vide (C-1). La capacité de maintenir un vide poussé dans l'unité est déterminée par la qualité des raccords et par l'efficacité et la fiabilité de la pompe à vide. Le rendement de la pompe à vide a été exceptionnel, tout comme sa fiabilité.

La **pompe doseuse (P-1)** n'est habituellement pas utilisée. La charge d'alimentation provient généralement du client par une conduite reliée directement à la source. Le vide dans le système assure une différence de pression suffisante pour que le produit puisse s'écouler.

Pompe à solvant (P-2). Au cours des premiers traitements, la charge nette de la pompe aspirant le solvant était insuffisante. Nous avons remplacé la roue de la pompe et nous avons installé un moteur plus rapide; aucune autre difficulté ne s'est posée par la suite.

La **pompe à condensat (P-4)** a fonctionné de façon satisfaisante et a répondu à toutes les exigences.

La **pompe assurant la circulation de l'eau de refroidissement (P-5)** a également fonctionné de façon satisfaisante.

7.2 Problèmes de fonctionnement de l'unité

Nous avons éprouvé deux problèmes d'importance pendant le fonctionnement, et les deux concernaient le système qui assure la circulation des résidus de distillation à partir de l'appareil de distillation (V-1) vers le réchauffeur (H-1), puis vers le mélangeur (M-1).

La garniture mécanique de la pompe de recirculation était à l'origine du premier problème. Cette garniture n'a jamais fonctionné correctement et a causé de nombreux problèmes de fonctionnement. Il y avait dans la garniture des fuites qui provoquaient de la cavitation dans la pompe et diminuaient la capacité de la pompe et du système. Nous avons appris par la suite que la garniture choisie ne convenait pas dans ce cas, car le fournisseur n'avait pas tenu compte du vide poussé que produirait la pompe.

Nous avons aussi constaté que les joints toriques essentiels pour assurer l'étanchéité du système ne résistaient pas aux produits chimiques dont la pompe assurait la circulation. Après des expériences avec divers matériaux, nous avons décidé de remplacer les joints toriques à chaque interruption des opérations. La performance et le fonctionnement n'étaient pas satisfaisants même avec le matériau le plus résistant, soit le Kal-Rez.

Après avoir subi d'importantes pertes de production et des coûts marginaux déboursés considérables, nous avons décidé de remplacer complètement la garniture par une nouvelle garniture double. Depuis l'installation de ce système beaucoup plus coûteux et plus complexe, nous n'avons plus éprouvé de problème de fonctionnement avec ce système de pompage.

Une combinaison d'un faible débit vers le réchauffeur alimenté au gaz et d'un taux excessif d'alimentation du brûleur en combustible était à l'origine du deuxième problème, qui a occasionné une panne du réchauffeur provoquée par une perforation dans le faisceau de tubes.

Le faible débit était causé, du moins en partie, par les problèmes mentionnés ci-dessus concernant les garnitures. Les opérateurs ont diminué la vitesse de la pompe afin de réduire le plus possible la cavitation, ce qui a entraîné une baisse de

débit dans le réchauffeur. Ils ont alors augmenté le taux d'alimentation en combustible du réchauffeur pour tenter de maintenir la capacité de l'unité. La combinaison d'un faible débit et d'un taux élevé d'alimentation en combustible a causé des coups de feu près de la sortie du réchauffeur et une accélération de la corrosion.

Nous avons installé une plus grosse roue dans la pompe assurant la circulation des déchets, en vue d'obtenir un débit plus qu'adéquat dans le réchauffeur. De plus, nous avons équipé le réchauffeur d'un thermocouple permettant de mesurer la température en continu. Nous avons aussi installé dans le réchauffeur un nouveau faisceau de tubes. Depuis, nous n'avons éprouvé aucun autre problème de fonctionnement.

7.3 Mesure de l'incidence sur l'environnement

7.3.1 Émissions gazeuses

Comme le seul combustible utilisé était du gaz naturel, les émissions produites ne devraient pas avoir un effet négatif sur la qualité de l'air. On trouvera au tableau 4 les exigences prévues par l'*Alberta Clean Air Act* pour l'air ambiant, ainsi que les résultats des essais effectués sur les gaz de cheminée de l'unité. Il y a lieu de noter que les échantillons étaient prélevés de façon aléatoire. Comme il s'agit d'une unité portable, son utilisation est régie par le permis détenu par le client. Nous avons entrepris des essais sur les émissions en vue d'établir une concentration nominale pour les émissions produites par l'unité.

On a constaté, par dosage des métaux dans les émissions, que les concentrations étaient inférieures à 1,0 mg/m^3 pour tous les métaux, sauf le calcium, le potassium, le sodium et le silicium. Un dosage a révélé une concentration de 2,1 mg/m^3 de zinc.

7.3.2 Émissions liquides

L'unité produit trois types de liquide. Le produit chimique purifié est retourné à l'usine où il est réutilisé pour le traitement du gaz naturel.

Les résidus de distillation sont aussi retournés au client qui les stocke dans des barils, puis les expédie à Swan Hills. Ce sont ces résidus qui renferment la plus grande partie des contaminants, notamment

Tableau 4 Exigences relatives à l'air ambiant*

	Concentration maximum en Alberta (mg/m^3 - 24 h)	Concentration dans les gaz de cheminée (mg/m^3) (prélèvement aléatoire)
SO_2	150	2,2
NO_2	200	94
Matières particulaires	100	19
Phénols		0,05
Hydrocarbures chlorés		0,099

* *Alberta Clean Air Act*

le sel, les asphaltènes, les sels thermostables et les produits de dégradation, y compris les oxazolidones et les pipérazines. Le volume de déchet varie selon la charge d'alimentation, mais il représente en général de 5 à 10 % du volume de cette charge.

Le condensat provenant du condenseur E-2 peut renfermer certaines impuretés. Lorsqu'on élimine la plus grande partie de l'eau du solvant et que celui-ci possède un faible point d'ébullition (par exemple, l'éthylèneglycol), ce liquide peut contenir une quantité appréciable de produit servant au traitement, ce qui se traduit par une valeur élevée de la demande chimique en oxygène (DCO) qui peut parfois atteindre 200 000 ppm.

Le condensat peut contenir, outre une petite quantité de solvant, de petites quantités d'hydrocarbures légers et des quantités encore plus faibles d'hydrogène sulfuré et de dioxyde de carbone dissous.

Les clients font appel à diverses méthodes approuvées pour éliminer le condensat. Ce produit n'est pas rejeté dans l'environnement.

7.4 Travaux et développement futurs

Il y a deux principaux domaines dans lesquels nous prévoyons d'effectuer d'autres travaux, dont le plus important est l'addition d'une section garnie de reflux dans la partie supérieure du séparateur de produit V-3. Nous avons déterminé que cette unité n'a pas le rendement souhaité pour ce qui est de l'élimination de l'eau présente en concentration élevée dans les produits chimiques servant au traitement du gaz naturel. Parfois, la quantité de produit chimique entraînée dans le condensat est plus élevée que nous le souhaiterions.

Nous avons préparé un plan préliminaire de la section garnie. Nous prévoyons, au cours de l'hiver, de fermer l'unité et d'ajouter la section garnie, ainsi que la tuyauterie et les vannes nécessaires, dans la partie supérieure du séparateur de produit.

Nous comptons effectuer des travaux dans le refroidisseur des vapeurs provenant de l'appareil de distillation. Nous prévoyons de redessiner cet échangeur de chaleur de façon à récupérer davantage de chaleur et à augmenter ainsi le rendement thermique de l'unité.

Section 8

Conclusions

L'unité, qui est en service depuis maintenant un an, a permis de refabriquer avec succès une vaste gamme de produits chimiques servant au traitement du gaz naturel, dont la DEA, l'EG, le sulfinol, la MDEA, le DEG et le TEG. Selon les données obtenues, cette technologie est un procédé qui a fait ses preuves et qui permet à l'industrie de récupérer les produits chimiques utilisés pour le traitement du gaz naturel.

L'expérience a montré que les exigences du client sont souvent différentes de celles prévues à l'origine par l'exploitant de l'unité. L'objectif, qui est la récupération de 90 à 95 % du solvant présent dans la charge d'alimentation, a été atteint à maintes occasions au cours de l'an passé. Pour diverses raisons, cet objectif n'a pas été atteint pendant les essais de rendement effectués dans le cadre de ce projet. Au cours de l'essai avec la DEA, le client désirait éliminer le sel. Pour atteindre cet objectif tout en maintenant les résidus de distillation à l'état fluide, nous avons dû prévoir une teneur en DEA de plus de 10 % dans les résidus de distillation. Le procédé ne respectait pas l'objectif d'origine, mais le client était entièrement satisfait.

Les trois essais de rendement ont montré que le procédé permettait d'atteindre un taux élevé d'élimination des contaminants. Dans chaque cas, on pouvait éliminer efficacement le contaminant précisé par le client. Le taux d'élimination variait de 85 % dans le cas de l'eau à 98 % dans le cas du sel.

En général, le client était toujours tout aussi satisfait du produit chimique refabriqué. Dans quelques cas, le produit refabriqué a été vendu à une société autre que la société du client. On a clairement établi que le produit refabriqué était «commercialisable».

Au cours de chaque série d'essais, les déchets provenant de l'usine ont été éliminés efficacement d'une manière acceptable pour le ministère de l'Environnement de l'Alberta.

Références

Polderman, L.D. et A. Steele. «Degradation of Diethanolamine in Gas-Treating Service». *Oil & Gas Journal* (30 juillet 1956).

Schmeal, W., A. MacNab et P. Rhodes. «Corrosion in Amine/Sour Gas Treating Contactors». *Chem. Eng. Prog. 37* (mars 1978).

Kennard, M. et A. Meisen. «Control DEA Degradation», *Hydrocarbon Processing, 103* (avril 1980).

Blanc, C., M. Grall et G. Demarais. «The Part Played by Degradation Products in the Corrosion of Gas Sweetening Plants Using DEA and MDEA». *Gas Conditioning Conference,* Norman, OK (1982).

Chakma, A. et A. Meisen. «Corrosivity of Diethanolamine Solutions and their Degradation Products». *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev., 25,* p. 627 (1986).

Kim, C.J. «Degradation of Alkanolamines in Gas Treating Solutions». *Ind. Eng. Chem. Res., 27,* nº 1 (1988).

Annexe

Analyses en laboratoire réalisées dans le cadre des essais de rendement

Les résultats des analyses effectuées par les sociétés Core Laboratories et Western Research dans le cadre des essais de rendement ont été transmis séparément et sont joints au présent document. Ces résultats n'ont fait l'objet d'aucune révision.

RÉSUMÉ DES RÉSULTATS DES ESSAIS SUR LES ÉMISSIONS

CANADIAN CHEMICAL RECLAIMING — JUIN/JUILLET 1989
ALBERTA — DOSSIER 5418/89-1

DATE DES ESSAIS	6 juin	5 juillet	7 juillet
ENDROIT	Greencourt	Red Deer	Red Deer
DÉBUT	09:07 (DEA)	10:32 (Étylène-glycol)	12:18 (Triéthylène-glycol)
FIN	12:20	12:36	14:31
COMPOSITION DES GAZ DE CHEMINÉE (% molaire)			
Oxygène	13,83	12,22	15,08
Dioxyde de carbone	3,34	3,12	2,86
Monoxyde de carbone	<0,0001	0,0026	0,0019
Dioxyde de soufre	<0,0001	<0,0001	<0,0001
Eau	7,04	7,64	6,35
Azote	75,79	77,02	75,71
	mg/m^3 à 25,0 °C et 760 mm Hg (à l'état sec)		
MATIÈRES PARTICULAIRES			
Première moitié	32,7	2,5	2,2
Deuxième moitié	7,9	5,3	6,5
Train complet	40,5	7,8	8,7
HYDROCARBURES CHLORÉS	0,020	0,148	0,128
PHÉNOLS	0,045	<0,086	<0,074
OXYDES D'AZOTE (NO_2)	87,0	122,5	71,2
MÉTAUX			
Aluminium	0,165	ND	ND
Bore	0,990	0,017	0,018
Baryum	0,038	0,011	ND
Calcium	2,246	0,242	ND
Chrome	0,019	0,030	ND
Fer	0,337	0,014	0,071
Molybdène	0,057	ND	ND
Nickel	0,038	0,097	ND
Potassium	ND	ND	1,215
Sodium	23,232	6,106	ND
Phosphore	ND	0,278	0,106
Silicium	19,537	0,069	ND
Vanadium	ND	0,05	ND
Zinc	0,038	2,137	ND
TOTAL	46,697	9,056	1,410

Parmi les métaux dosés mais non détectés, on compte l'argent, l'arsenic, le cadmium, le cuivre, le magnésium, le manganèse, le plomb, le sélénium, l'étain et le cobalt.
ND - non détecté

89/08/02
46-1888J

WESTERN RESEARCH, Calgary (Alberta)

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 1
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Charge d'alimentation n° 1 de l'unité de DEA

Analyse de la diéthanolamine

		Fraction massique
1.	Concentration d'amine (méthode de l'alcalinité), en diéthanolamine	0,369
2.	Concentration d'eau (méthode de Karl Fischer)	0,634
3.	Chromatographie en phase gazeuse	
	a. MEA	<0,001
	b. DEA	0,366
	c. TEA	<0,003
	d. AEEA (aminoéthyléthanolamine)	<0,003
	e. HEP [N,N-di-(2-hydroxyéthyl)pipérazine]	<0,003
	f. HEOZD [3-(2-hydroxyéthyl)oxazolid-2-one]	<0,003
4.	Azote total (Kjeldahl), en diéthanolamine	0,390
5.	Sels thermostables (exprimés en DEA)	0,056
6.	Teneur apparente totale en thiosulfates	<0,0005
7.	Chlorures	23 062 mg/kg
8.	Chlorures calculés en chlorure de sodium	38 025 mg/kg
9.	Sulfures 5 g/gal. U.S.	90 mg/L
10.	Hydrocarbures	48 mg/L
11.	Matières en suspension	28 mg/L

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 2
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Charge d'alimentation n° 2 de l'unité de DEA

Analyse de la diéthanolamine

		Fraction massique
1.	Concentration d'amine (méthode de l'alcalinité), en diéthanolamine	0,326
2.	Concentration d'eau (méthode de Karl Fischer)	0,658
3.	Chromatographie en phase gazeuse	
	a. MEA	<0,001
	b. DEA	0,342
	c. TEA	<0,003
	d. AEEA (aminoéthyléthanolamine)	<0,001
	e. HEP [N,N-di-(2-hydroxyéthyl)pipérazine]	<0,003
	f. HEOZD [3-(2-hydroxyéthyl)oxazolid-2-one]	<0,003
4.	Azote total (Kjeldahl), en diéthanolamine	0,330
5.	Sels thermostables (exprimés en DEA)	0,069
6.	Teneur apparente totale en thiosulfates	<0,0005
7.	Chlorures	24 700 mg/kg
8.	Chlorures calculés en chlorure de sodium	40 725 mg/kg
9.	Sulfures 10 g/gal. U.S.	163 mg/L
10.	Hydrocarbures	<1 mg/L
11.	Matières en suspension	10 mg/L

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd. PAGE 3
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Charge d'alimentation n° 3 de l'unité de DEA

Analyse de la diéthanolamine

		Fraction massique
1.	Concentration d'amine (méthode de l'alcalinité), en diéthanolamine	0,324
2.	Concentration d'eau (méthode de Karl Fischer)	0,645
3.	Chromatographie en phase gazeuse	
	a. MEA	<0,001
	b. DEA	0,353
	c. TEA	<0,003
	d. Éthylèneglycol	0,002
	e. AEEA (aminoéthyléthanolamine)	<0,001
	f. HEP [N,N-di-(2-hydroxyéthyl)pipérazine]	<0,003
	g. HEOZD [3-(2-hydroxyéthyl)oxazolid-2-one]	<0,003
4.	Azote total (Kjeldahl), en diéthanolamine	0,322
5.	Sels thermostables (exprimés en DEA)	0,073
6.	Teneur apparente totale en thiosulfates	<0,0005
7.	Chlorures	24 671 mg/kg
8.	Chlorure de sodium	40 678 mg/kg
9.	Sulfures 9 g/gal. U.S.	145 mg/L
10.	Hydrocarbures	<1 mg/L
11.	Matières en suspension	12 mg/L

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 4
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Charge d'alimentation n° 1 de l'unité de DEA

Dosage des métaux présents à l'état de traces

Elément	Charge 1 (mg/kg)	Charge 2 (mg/kg)	Charge 3 (mg/kg)
Aluminium	<0,5	<0,5	<0,5
Antimoine	0,5	<0,5	0,5
Argent	<0,1	<0,1	<0,1
Arsenic	1,5	0,5	0,4
Baryum	0,3	0,3	0,4
Béryllium	<0,05	<0,05	<0,05
Bore	18	22	22
Cadmium	<0,05	<0,05	<0,05
Calcium	3	3	3
Chrome	<0,1	<0,1	<0,1
Cobalt	<0,3	<0,3	<0,3
Cuivre	<0,1	<0,1	<0,1
Étain	1,1	3,5	2,8
Fer	10	6	5
Magnésium	2,0	2,1	2,3
Manganèse	0,2	0,2	0,2
Molybdène	<0,5	<0,5	<0,5
Nickel	<0,4	<0,4	<0,4
Phosphore	0,6	0,7	<0,6
Plomb	<0,5	<0,5	<0,5
Potassium	430	430	440
Sélénium	1,7	1,4	1,5
Sodium	15 270	15 000	16 830
Strontium	0,5	0,5	0,5
Thallium	<1,0	<1,0	<1,0
Titane	0,1	0,2	<0,1
Vanadium	<0,5	<0,5	<0,5
Zinc	0,8	2,7	7,8

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 5
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Produit de DEA n° 1

Analyse de la diéthanolamine

		Fraction massique
1.	Concentration d'amine (méthode de l'alcalinité), en diéthanolamine	0,919
2.	Concentration d'eau (méthode de Karl Fischer)	0,051
3.	Chromatographie en phase gazeuse	
	a. MEA	<0,001
	b. DEA	0,944
	c. TEA	<0,003
	d. AEEA (aminoéthyléthanolamine)	<0,001
	e. HEP [N,N-di-(2-hydroxyéthyl)pipérazine]	0,005
	f. HEOZD [3-(2-hydroxyéthyl)oxazolid-2-one]	<0,003
4.	Azote total (Kjeldahl), en diéthanolamine	0,915
5.	Sels thermostables (exprimés en DEA)	0,003
6.	Teneur apparente totale en thiosulfates	<0,0005
7.	Chlorures	400 mg/kg
8.	Chlorures calculés en chlorure de sodium	659 mg/kg
9.	Sulfures 13 g/gal. U.S.	217 mg/L
10.	Hydrocarbures	55 mg/L
11.	Matières en suspension	340 mg/L

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 6
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Produit de DEA n° 2

Analyse de la diéthanolamine

		Fraction massique
1.	Concentration d'amine (méthode de l'alcalinité), en diéthanolamine	0,961
2.	Concentration d'eau (méthode de Karl Fischer)	0,039
3.	Chromatographie en phase gazeuse	
	a. MEA	<0,001
	b. DEA	0,958
	c. TEA	<0,003
	d. AEEA (aminoéthyléthanolamine)	<0,001
	e. HEP [N,N-di-(2-hydroxyéthyl)pipérazine]	0,003
	f. HEOZD [3-(2-hydroxyéthyl)oxazolid-2-one]	<0,003
4.	Azote total (Kjeldahl), en diéthanolamine	0,930
5.	Sels thermostables	0,002
6.	Teneur apparente totale en thiosulfates	<0,0005
7.	Chlorures	326 mg/kg
8.	Chlorures calculés en chlorure de sodium	538 mg/kg
9.	Sulfures 17 g/gal. U.S.	289 mg/L
10.	Hydrocarbures	5 mg/L
11.	Matières en suspension	256 mg/L

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 7
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Produit de DEA n° 3

Analyse de la diéthanolamine

		Fraction massique
1.	Concentration d'amine (méthode de l'alcalinité), en diéthanolamine	0,901
2.	Concentration d'eau (méthode de Karl Fischer)	0,067
3.	Chromatographie en phase gazeuse	
	a. MEA	<0,001
	b. DEA	0,928
	c. TEA	<0,003
	d. AEEA (aminoéthyléthanolamine)	<0,001
	e. HEP [N,N-di-(2-hydroxyéthyl)pipérazine]	0,005
	f. HEOZD [3-(2-hydroxyéthyl)oxazolid-2-one]	0,003
4.	Azote total (Kjeldahl), en diéthanolamine	0,900
5.	Sels thermostables (exprimés en DEA)	0,117
6.	Teneur apparente totale en thiosulfates	<0,0005
7.	Chlorures	398 mg/kg
8.	Chlorures calculés en chlorure de sodium	656 mg/kg
9.	Sulfures 20 g/gal. U.S.	686 mg/L
10.	Hydrocarbures	7 mg/L
11.	Matières en suspension	260 mg/L

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 8
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Dosage des métaux présents à l'état de traces

	Échantillon composite de produit de DEA (mg/kg)
Aluminium	<1
Argent	<0,2
Arsenic	2
Baryum	<0,2
Béryllium	<0,1
Bore	9
Cadmium	<0,1
Calcium	3,4
Chrome	<0,2
Cobalt	<0,6
Cuivre	<0,2
Étain	4
Fer	70
Magnésium	0,7
Manganèse	0,5
Molybdène	<1
Nickel	1,0
Phosphore	<1,2
Plomb	<1
Potassium	23
Sélénium	3
Silicium	1
Sodium	100
Thallium	<2
Titane	<0,2
Vanadium	<1
Zinc	<0,2

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Déchet n° 1 (résidus de distillation) de l'unité de DEA

Analyse de la diéthanolamine

		Fraction massique
1.	Concentration d'eau (méthode de Karl Fischer)	0,010
2.	Chromatographie en phase gazeuse	
	a. MEA	<0,001
	b. DEA	0,955
	c. TEA	<0,003
	d. AEEA (aminoéthyléthanolamine)	<0,001
	e. HEP [N,N-di-(2-hydroxyéthyl)pipérazine]	0,035
	f. HEOZD [3-(2-hydroxyéthyl)oxazolid-2-one]	<0,003
3.	Chlorures	36,92 %
4.	Chlorures calculés en chlorure de sodium	60,87 %
5.	Sulfures	53 mg/L
6.	Hydrocarbures	2 mg/L

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 10
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Déchet n° 2 (résidus de distillation) de l'unité de DEA

Analyse de la diéthanolamine

		Fraction massique
1.	Concentration d'eau (méthode de Karl Fischer)	0,006
2.	Chromatographie en phase gazeuse	
	a. MEA	<0,001
	b. DEA	0,955
	c. TEA	<0,003
	d. AEEA (aminoéthyléthanolamine)	<0,001
	e. HEP [N,N-di-(2-hydroxyéthyl)pipérazine]	0,039
	f. HEOZD [3-(2-hydroxyéthyl)oxazolid-2-one]	<0,003
3.	Chlorures	35,88 %
4.	Chlorures calculés en chlorure de sodium	59,16 %
5.	Sulfures	58 mg/L

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 11
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Prélevé sur : Déchet n° 3 (résidus de distillation) de l'unité de DEA

Analyse de la diéthanolamine

		Fraction massique
1.	Concentration d'eau (méthode de Karl Fischer)	0,006
2.	Chromatographie en phase gazeuse	
	a. MEA	<0,001
	b. DEA	0,960
	c. TEA	<0,003
	d. AEEA (aminoéthyléthanolamine)	<0,001
	e. HEP [N,N-di-(2-hydroxyéthyl)pipérazine]	0,034
	f. HEOZD [3-(2-hydroxyéthyl)oxazolid-2-one]	<0,003
3.	Chlorures	29,7 %
4.	Chlorures calculés en chlorure de sodium	49,0 %
5.	Sulfures	48 mg/L

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 12
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Dosage des métaux présents à l'état de traces dans la diéthanolamine

	Résidus de distillation Échantillon 1 (mg/kg)	Résidus de distillation Échantillon 2 (mg/kg)	Résidus de distillation Échantillon 3 (mg/kg)
Aluminium	68	<1	<1
Argent	38	8,9	12
Arsenic	20	<1	5,3
Baryum	31	13	13
Béryllium	<0,1	<0,1	<0,1
Bore	220	370	320
Cadmium	12	6,3	3,1
Calcium	410	450	760
Chrome	36	11	25
Cobalt	12	<0,6	<0,6
Cuivre	22	18	30
Étain	71	<1	54
Fer	2 900	3 700	4 600
Magnésium	39	26	130
Manganèse	16	17	17
Molybdène	<1	3,2	<1
Nickel	12	31	55
Phosphore	<1,2	100	<1,2
Plomb	<1	<1	<1
Potassium	5 700	6 300	5 400
Sélénium	190	94	49
Silicium	160	110	97
Sodium	242 000	232 000	184 000
Thallium	<2	<2	83
Titane	14	19	27
Vanadium	7,1	<1	7,6
Zinc	10	46	28

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 13
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Échantillon : Condensat (eau usée)

Analyse par chromatographie en phase gazeuse

	Condensat (eau usée) Échantillon 1 (fraction massique)	Condensat (eau usée) Échantillon 2 (fraction massique)	Condensat (eau usée) Échantillon 3 (fraction massique)
Monoéthanolamine (MEA)	<0,001	<0,001	<0,001
Diéthanolamine (DEA)	<0,001	<0,001	<0,001
Triéthanolamine (TEA)	<0,003	<0,003	<0,003
Aminoéthyléthanolamine (AEEA)	<0,001	<0,001	<0,001
N,N-di-(2-hydroxyéthyl)-pipérazine) (HEP)	<0,003	<0,003	<0,003
3-(2-hydroxyéthyl)-oxazolid-2-one (HEOZD)	<0,003	<0,003	<0,003

Analyse chimique

	Échantillon 1	Échantillon 2	Échantillon 3
Huile et graisse (mg/L)	44	83	<10
Matières en suspension (mg/L)	1	7	1
Chlorures (mg/kg)	<0,5	<0,5	<0,5
Chlorure de sodium (mg/kg)	<1	<1	<1
Sulfures (mg/L)	<0,05	<0,05	<0,1
Demande chimique en oxygène (mg/L)	13 750	18 120	10 940
Teneur en eau (fraction massique)	0,99	0,99	0,99

CORE
LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 14
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Dosage des métaux présents à l'état de traces dans la diéthanolamine

	Condensat composite de l'unité de DEA (mg/kg)
Aluminium	<0,5
Argent	<0,1
Arsenic	<0,5
Baryum	<0,2
Béryllium	<0,05
Bore	3
Cadmium	<0,5
Calcium	2,6
Chrome	<0,1
Cobalt	<0,3
Cuivre	<0,1
Étain	<0,5
Fer	1,0
Magnésium	0,6
Manganèse	<0,1
Molybdène	<0,5
Nickel	<0,4
Phosphore	<0,6
Plomb	<0,5
Potassium	<10
Sélénium	<0,5
Silicium	3
Sodium	12
Thallium	<1
Titane	<0,1
Vanadium	<0,5
Zinc	0,1

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 15
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Échantillon : Condensat composite de l'unité de DEA

Analyse

Composés halogénés	<0,01 mg/L
Phénols	<0,05 mg/L

CG/DCE

Analyste : Phillip Oltmann, Ph.D.
George Hilderman

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 16
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Analyse du triéthylèneglycol

		Unité de TEG Charge 1	Unité de TEG Charge 2	Unité de TEG Charge 3
1.	Eau (méthode de Karl Fischer, %)	48,8	48,5	50,0
2.	Sulfures (mg/L)	<2	<2	<2
3.	Chromatographie en phase gazeuse			
	Eau (%)	49,7	48,2	49,1
	Éthylèneglycol (%)	0,6	0,8	0,7
	Diéthylèneglycol (%)	0,6	0,6	0,6
	Triéthylèneglycol (%)	35,4	36,3	35,2
	Tétraéthylèneglycol (%)	13,4	13,8	14,0
	Méthanol (%)	0,3	0,3	0,4
	Total	100,0	100,0	100,0
4.	Chlorures	290	300	310
5.	Concentration calculée de chlorure de sodium (mg/L)	478	495	511
6.	pH (1:1)	5,29	5,28	5,25
7.	Hydrocarbures (mg/L)	10	1	5
8.	Matières en suspension (mg/L)	124	122	185

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 17
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Analyse du triéthylèneglycol

		Unité de TEG Produit 1	Unité de TEG Produit 2	Unité de TEG Produit 3
1.	Eau (méthode de Karl Fischer, %)	9,2	3,7	9,5
2.	Sulfures (mg/L)	<2	<2	<2
3.	Chromatographie en phase gazeuse			
	Eau (%)	8,5	3,4	9,1
	Éthylèneglycol (%)	1,8	0,9	1,0
	Diéthylèneglycol (%)	1,7	1,3	1,3
	Triéthylèneglycol (%)	76,5	79,7	64,9
	Tétraéthylèneglycol (%)	11,5	14,7	23,7
	Méthanol (%)	<0,1	<0,1	<0,1
	Total	100,0	100,0	100,0
4.	Chlorures	21	20	21
5.	Concentration calculée de chlorure de sodium (mg/L)	35	33	35
6.	pH (1:1)	8,91	9,05	7,30
7.	Hydrocarbures (mg/L)	<1	<1	<1
8.	Matières en suspension (mg/L)	21	4,8	10,0

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 18
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Analyse du triéthylèneglycol

		Unité de TEG Déchet 1	Unité de TEG Déchet 2	Unité de TEG Déchet 3
1.	Eau (méthode de Karl Fischer, %)	4,1	0,4	0,4
2.	Sulfures (mg/L)	<2	<2	<2
3.	Chromatographie en phase gazeuse			
	Eau (%)	3,9	-	-
	Éthylèneglycol (%)	0,2	<0,2	<0,2
	Diéthylèneglycol (%)	0,4	0,2	0,2
	Triéthylèneglycol (%)	59,9	42,0	54,2
	Tétraéthylèneglycol (%)	35,6	57,8	45,6
	Méthanol (%)	<0,1	<0,1	<0,1
	Total	100,0	100,0	100,0
4.	Chlorures (mg/L)	1 600	1 900	4 500
5.	Concentration calculée de chlorure de sodium (mg/L)	2 638	3 133	7 419
6.	pH (1:1)	10,7	11,3	9,9
7.	Hydrocarbures (mg/L)	<1	<1	<1
8.	Matières en suspension (mg/L)	1 232,0	2 208	1 300

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 19
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Analyse du triéthylèneglycol

		Déchet de TEG 1 Condensat	Déchet de TEG 2 Condensat	Déchet de TEG 3 Condensat
1.	Eau (méthode de Karl Fischer, %)	98,5	98,0	99,2
2.	Sulfures (mg/L)	<2	<2	<2
3.	Chromatographie en phase gazeuse			
	Eau (%)	98,7	97,2	98,5
	Éthylèneglycol (%)	<0,2	0,8	0,2
	Diéthylèneglycol (%)	<0,2	0,4	<0,2
	Triéthylèneglycol (%)	0,7	1,0	0,7
	Tétraéthylèneglycol (%)	<0,4	<0,4	<0,4
	Méthanol (%)	0,6	0,6	0,6
	Total	100,0	100,0	100,0
4.	Chlorures (mg/L)	9	14	20
5.	Concentration calculée de chlorure de sodium (mg/L)	14,8	23,1	33,0
6.	pH (direct)	9,8	9,4	9,0
7.	Hydrocarbures (mg/L)	<1	<1	<1
8.	Matières en suspension (mg/L)	89,5	2,7	1,1
9.	Demande chimique en oxygène (mg/L)	26 150	35 385	20 000

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 20
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Réception : 1989 07 12
Analyse : 1989 07 12

Dosage des métaux présents à l'état de traces (mg/kg)

Élément	Unité de TEG Composite d'alimentation	Unité de TEG Composite de produit	Unité de TEG Composite de déchet	Eau usée de TEG Composite de condensat
Aluminium	<1	<1	2	<1
Argent	<0,2	<0,2	<0,2	<0,2
Arsenic	1	2	2	<1
Baryum	<0,2	<0,2	0,6	<0,2
Béryllium	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Bore	4	2	26	<1
Cadmium	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Calcium	13	0,8	47	0,3
Chrome	<0,2	<0,2	<0,2	<0,2
Cobalt	<0,8	<0,8	<0,8	<0,8
Cuivre	<0,2	<0,2	0,3	<0,2
Étain	3	9	8	<1
Fer	120	8,8	500	0,7
Magnésium	3,1	<0,2	12	<0,2
Manganèse	5,0	0,3	18	<0,2
Mercure	<1	<1	<1	<1
Molybdène	<1	<1	<1	<1
Nickel	<1	<1	<1	<1
Phosphore	3	<2	54	<2
Plomb	<1	<1	<1	<1
Potassium	380	26	1 600	<25
Sélénium	1	3	4	<1
Silicium	3	2	20	4
Sodium	250	57	2 600	1
Strontium	0,7	<0,2	2,6	<0,2
Thallium	<2	<2	<2	<2
Titane	<0,2	<0,2	<0,2	<0,2
Vanadium	<1	<1	<1	<1
Zinc	1,5	<0,2	6,4	<0,2

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 21
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Échantillon : Condensat composite de l'unité de TEG

Analyse

Composés halogénés	<0,01 mg/L
Phénols	<0,05 mg/L

CG/DCE

Analyste : Phillip Oltmann, Ph.D.
George Hilderman

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 22
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Analyse de l'éthylèneglycol

	Unité d'EG Charge 1	Unité d'EG Charge 2	Unité d'EG Charge 3
1. Eau (méthode de Karl Fischer, %)	49,5	49,6	48,7
2. Sulfures (mg/L)	<2	<2	<2
3. Chromatographie en phase gazeuse			
Eau (%)	49,0	49,0	48,0
Éthylèneglycol (%)	48,3	48,0	49,3
Diéthylèneglycol (%)	<0,2	<0,2	0,2
Triéthylèneglycol (%)	<0,2	0,2	0,6
Tétraéthylèneglycol (%)	<0,4	<0,4	<0,4
Méthanol (%)	2,7	2,8	1,9
Total	100,0	100,0	100,0
4. Chlorures	138	32	55
5. Concentration calculée de chlorure de sodium (mg/L)	227,5	52,8	90,7
6. pH (1:1)	8,6	8,5	8,6
7. Hydrocarbures (mg/L)	<1	<1	5
8. Matières en suspension (mg/L)	36,0	65,0	172,0

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 23
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Analyse de l'éthylèneglycol

		Unité d'EG Produit 1	Unité d'EG Produit 2	Unité d'EG Produit 3
1.	Eau (méthode de Karl Fischer, %)	10,8	6,5	4,0
2.	Sulfures (mg/L)	<2	<2	<2
3.	Chromatographie en phase gazeuse			
	Eau (%)	10,3	6,1	3,7
	Éthylèneglycol (%)	89,3	93,9	96,1
	Diéthylèneglycol (%)	<0,2	<0,2	<0,2
	Triéthylèneglycol (%)	0,3	<0,2	0,2
	Tétraéthylèneglycol (%)	<0,4	<0,4	<0,4
	Méthanol (%)	0,1	<0,1	<0,1
	Total	100,0	100,0	100,0
4.	Chlorures	<10	25	25
5.	Concentration calculée de chlorure de sodium (mg/L)	<16,0	41,2	41,2
6.	pH (1:1)	10,1	10,0	10,1
7.	Hydrocarbures (mg/L)	<1	<1	<1
8.	Matières en suspension (mg/L)	1,8	6,0	41,0

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 24
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Analyse de l'éthylèneglycol

		Unité d'EG Déchet 1	Unité d'EG Déchet 2	Unité d'EG Déchet 3
1.	Eau (méthode de Karl Fischer, %)	1,4	23	1,4
2.	Sulfures (mg/L)	<2	<2	<2
3.	Chromatographie en phase gazeuse			
	Eau (%)	1,1	24	1,3
	Éthylèneglycol (%)	92,3	85,1	84,9
	Diéthylèneglycol (%)	1,5	2,3	2,4
	Triéthylèneglycol (%)	5,1	10,2	11,4
	Tétraéthylèneglycol (%)	<0,4	<0,4	<0,4
	Méthanol (%)	<0,1	<0,1	<0,1
	Total	100,0	100,0	100,0
4.	Chlorures (mg/L)	1 216	1 168	1 593
5.	Concentration calculée de chlorure de sodium (mg/L)	2 005	1 926	2 627
6.	pH (1:1)	11,3	10,9	11,2
7.	Hydrocarbures (mg/L)	<1	<1	<1
8.	Matières en suspension (mg/L)	678,0	280,0	750,0

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 25
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Analyse de l'éthylèneglycol

		Déchet d'EG 1 Condensat	Déchet d'EG 2 Condensat	Déchet d'EG 3 Condensat
1.	Eau (méthode de Karl Fischer, %)	85,0	82,7	65,2
2.	Sulfures (mg/L)	<2	<2	<22.
3.	Chromatographie en phase gazeuse			
	Eau (%)	85,2	81,6	64,5
	Éthylèneglycol (%)	9,8	13,0	33,7
	Diéthylèneglycol (%)	<0,2	<0,2	<0,2
	Triéthylèneglycol (%)	<0,2	<0,2	<0,2
	Tétraéthylèneglycol (%)	<0,4	<0,4	<0,4
	Méthanol (%)	5,0	5,4	1,7
	Total	100,0	100,0	100,0
4.	Chlorures (mg/L)	9	10	9
5.	Concentration calculée de chlorure de sodium (mg/L)	14,8	16,5	14,8
6.	pH (direct)	8,4	8,4	8,0
7.	Hydrocarbures (mg/L)	<1	<1	<1
8.	Matières en suspension (mg/L)	2,3	5,0	11,0
9.	Demande chimique en oxygène (mg/L)	181 530	281 525	438 445

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd.

PAGE 26
DOSSIER 52141-89-1276
DATE 1989 07 17

Réception : 1989 07 12
Analyse : 1989 07 12

Dosage des métaux présents à l'état de traces (mg/kg)

Élément	Unité d'EG Composite d'alimentation	Unité d'EG Composite de produit	Unité d'EG Composite de déchet	Eau usée d'EG Composite de condensat
Aluminium	<1	<1	1	<1
Argent	<0,2	<0,2	<0,2	<0,2
Arsenic	<1	1	7	<1
Baryum	<0,2	0,3	<0,4	0,2
Béryllium	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Bore	120	8	800	2
Cadmium	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Calcium	3	0,3	16	0,6
Chrome	<0,2	<0,2	0,2	<0,2
Cobalt	<0,8	<0,8	<0,8	<0,8
Cuivre	<0,2	<0,2	0,2	<0,2
Étain	3	6	7	2
Fer	11	8,8	100	0,6
Magnésium	0,7	<0,2	3,7	0,2
Manganèse	<0,2	<0,2	1,2	<0,2
Mercure	<1	<1	<1	<1
Molybdène	<1	<1	2	<1
Nickel	<1	<1	2	<1
Phosphore	260	6	920	<2
Plomb	<1	<1	<1	<1
Potassium	680	37	4 400	<25
Sélénium	1	3	2	<1
Silicium	5	1	42	<1
Sodium	380	43	4 600	4
Strontium	<0,2	<0,2	0,3	<0,2
Thallium	<2	<2	<2	<2
Titane	<0,2	<0,2	0,7	<0,2
Vanadium	<1	<1	1	<1
Zinc	<0,2	0,3	1,2	<0,2

CORE LABORATORIES

SOCIÉTÉ Canadian Chemical Reclaiming Ltd. PAGE 27
89-1276 DOSSIER 52141-
DATE 1989 07 07

Prélèvement : 1989 06 07
Réception : 1989 06 22
Analyse : 1989 07 07

Échantillon : Condensat composite de l'unité d'EG

Analyse

Composés halogénés	<0,01 mg/L
Phénols	<0,05 mg/L

CG/DCE

Analyste : Phillip Oltmann, Ph.D.
George Hilderman